Ferdowsi University of Mashhad

Journal of Applied and Computational Sciences in Mechanics

Page Journal: mechanic-ferdowsi.um.ac.ir

Society of Manufacturing Engineering of Iran

Numerical Simulation of the Effects of Inlet Velocity and Geometry on the Hydrodynamics of Turbulent Gas-Solid Flow in a Fluidized Bed Reactor*

Research Article

Morteza Rahmanpour[1], Sina Shenavar[2], Amir Sorouradin Abadi[3]

10.22067/jacsm.2024.87722.1250

1- Abstract

In this article, turbulent-gas two-phase in a fluidized bed is investigated and solved. In order to study the above effect, a reactor with different shapes and geometries has been considered and the effect of reactor shapes on the expansion volume of the solid bed has been investigated. The fluidized bed reactor is a type of reactors that can be used to perform multiphase chemical reactions, as well as in the field of producing gasoline and other fuels, many polymers such as rubber, vinyl chloride, polyethylene and styrene, nuclear energy units, burning coal, water purification units, The catalytic cracking process is also used as a dryer. In the inclined fluidized bed, the fluid velocity increases, which increases the product recovery and removes the dried product from the bed. The velocity of phases and particles inside the bed also increases and shows changes in the velocity profile of the solid. Increasing the column diameter decreases the axial solids velocity and smaller particle sizes have more discharge. Increasing the height of the bed reduces the static pressure and increases the frictional pressure. For this purpose, computational fluid dynamics is considered as a useful tool and the most likely method for correct prediction and optimization. In the present research, due to the expensiveness of the experimental method and the lack of equipment, numerical solutions were used.

Keyword: Multiphase flows, gas-solid, fluidized bed reactor, turbulent flow, gas dryers

2- Introduction

Gas-solid fluidized bed reactors are widely used in various biomass thermochemical processes due to their advantages, such as efficient gas-solid contact, high heat transfer rates, and uniform temperature distribution. To facilitate the fluidization of biomass particles and enhance process efficiency, an inert medium or catalyst is introduced. However, the addition of an inert medium or catalyst can lead to complex fluid dynamics within the fluidized bed due to mixing and separation phenomena. Mixing and segregation are competing mechanisms that govern particle distribution and flow patterns. Circulating fluidized bed reactors are commonly employed for gas-solid reactions in the energy industry and are classified based on fluidization regimes. However, the concept of fluidization involving circulating gas-solid density is not well understood, which poses a challenge to its commercial application.

To improve understanding, an investigation was conducted on circulating gas-solid dual fluidization. Solids mixing in fluidized beds heavily depends on bubble movement. Bubbles formed at the bottom rise, carrying particles upward, and distribute them upon bursting. The particle transport mechanism and particle diffusion mechanism are the primary models used to quantify solids mixing in fluidized beds. However, limited research has been conducted on the effect of bubble motion on solids mixing in binary particle systems.

Various types of reactors and operating conditions can give rise to different multiphase flow behaviors. Multiphase flows involve interactions among different physical phases, such as gas, liquid, and solid, each responding to external forces and mutual interactions. For instance, solid particles of the same material but varying in size can be considered different phases, as each size group exhibits a distinct dynamic response to the flow field.

3- Basics and Methods

3-1 Computational Fluid Dynamics (CFD)

Computational fluid dynamics (CFD) has emerged as a powerful tool in fluid mechanics, enabling the prediction of fluid flow, heat transfer, and chemical reactions through mathematical modeling. As a specialized branch of fluid mechanics, CFD employs numerical methods to solve a broad spectrum of flow-related problems, providing

*Manuscript received April 21, 2024. Revised May 29, 2024, Accepted, August 9, 2024.

1 Corresponding Author: Assistant Professor, Mechanical Engineering Department, Azarbaijan Shahid Madani University, Tabriz, Iran. **Email**: ac.rahmanpour@azaruniv.ac.ir

2 MSc. Student, Mechanical Engineering Department, Azarbaijan Shahid Madani University, Tabriz, Iran.

3 Assistant Professor, Mechanical Engineering Department, Azarbaijan Shahid Madani University, Tabriz, Iran.

invaluable engineering insights for design optimization and troubleshooting.

3-2 Problem Definition, Conditions, and Solution Methods

This study aims to numerically investigate turbulent solid-gas two-phase flow in a fluidized bed. Different reactor geometries will be modeled to examine the effects of parameters such as particle size, reactor shape, inlet velocity, and initial porosity on solid bed expansion. The model assumes an incompressible solid phase and air. Initially, the particles are spherical, uniform in size, and at rest, forming an optimal height within the bed. A vertical cylindrical channel is employed, with the air phase entering from the bottom to initiate fluidization.

The utilization of three-dimensional (3D) geometry has become an integral component in the construction of computational grids for numerical simulations. In the given context, a hexagonal structure is employed to generate a computational grid comprising 880 thousand cells. This approach is notable for its numerical solution, which remains independent of the cell number and dimensions, a desirable characteristic for ensuring reliable and consistent results.

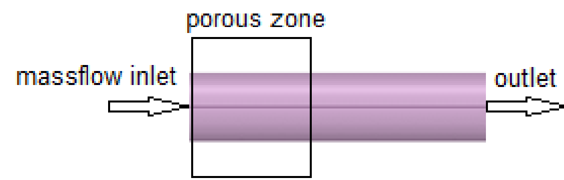


Fig. 1. Schematic geometry of the problem

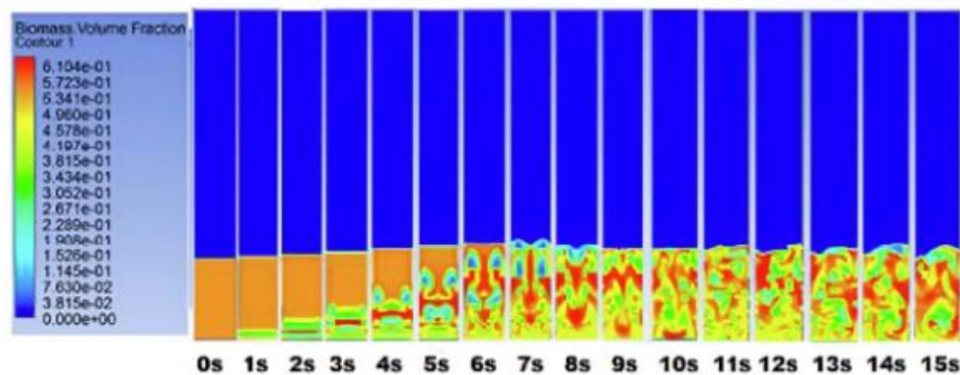


Fig.2. Volume fraction of biomass, speed 0.1 m/s, 15 seconds

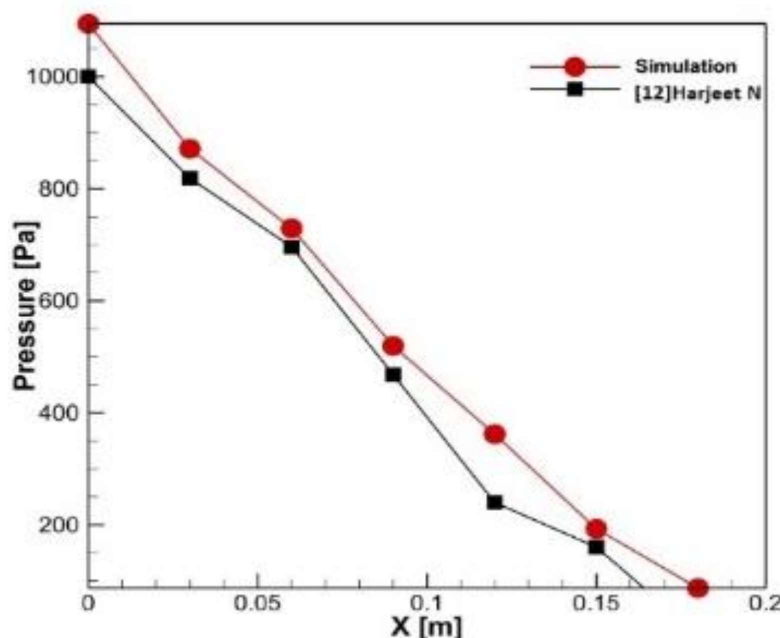


Fig.3. Comparison of bed pressure drop with fluid bed column height for inlet air velocity of 0.1 m/s

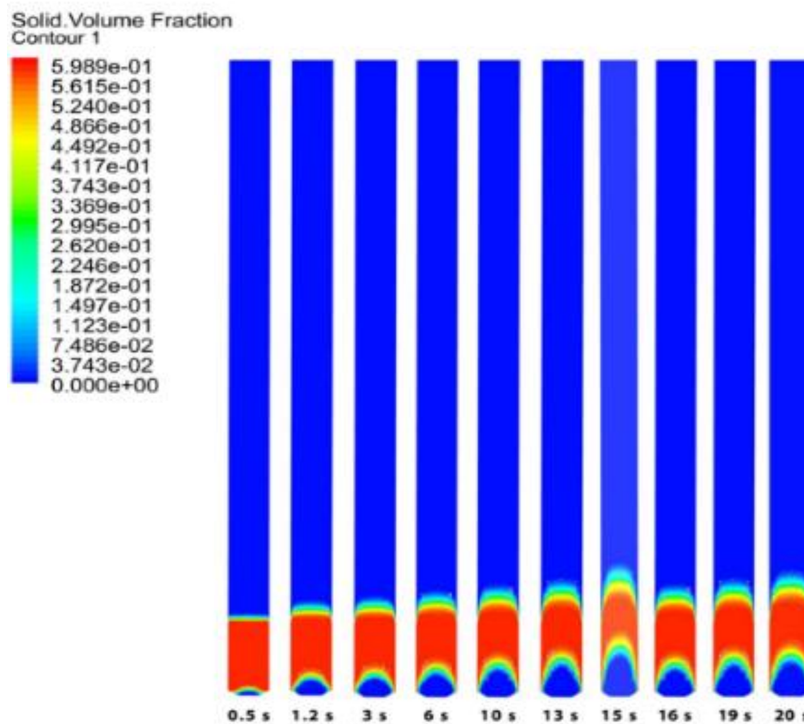


Fig.4. Volume fraction distribution in the conical inlet

4- Results

4-1- Examining the effects of different input speeds

The present study investigates the behavior of a solid gas fluid bed under varying inlet gas velocities through a hydrodynamic simulation. The Eulerian multiphase model was employed to capture the complex interactions between the gas and solid phases within the column.

The computational results with the experimental and simulated results are shown in Figure 3, which behaves according to the computational data.

4-2- Examining the effects of reactor geometry

The problem will be examined from a geometrical perspective. Factors like reactor shape and gas flow rate are crucial in fluidization reactor design. Reactor shape maintains particle-gas contact speed during fluidization. Gas flow rate affects the formation of fluid patterns. The study uses a three-dimensional cylinder reactor geometry shown in Figure 4.

5- Conclusion

It is obvious that the minimum fluidization speed has increased in steep inlet conditions. Regarding the effect of geometry, this type of fluidized bed leads to higher values of product recovery and lower values of accumulated mass because the higher air-drying speed increases the movement of particles within the bed. Increasing the erosion effect leads to the removal of the dried product from the bed. The velocity of the phases in the center area is higher than near the wall. The velocity profile of the solid in the fluidized bed increases at the beginning and then decreases with the decrease of the amplitude and shows an oscillatory behavior. This means that for a given initial state, the velocity reaches a maximum only once after the onset of liquefaction. Compared to other phases in the cylindrical column, the velocity of the gas phase is the maximum in the column. Smaller particles move faster than larger particles under the same conditions in the fluid bed. The axial solid velocity in the small diameter column is higher than the large diameter column. Smaller particle size has more bed discharge than larger particle size. Static pressure decreases with increasing bed height. By increasing the height of the bed, the frictional pressure drop in the wall has decreased. Frictional pressure drop is a strong function of fluid velocity, as the pressure drop is greater for high fluid velocity. The energy input to the system increases with the velocity of the liquid, and the net energy difference, which must account for the energy lost in the system, increases with both the gas velocity and the liquid velocity. The axial velocity of the solid along the radial coordinate for the column has been verified by experimental work. Also, the ratio of bed expansion and liquid retention for different particle sizes is also consistent with experimental works.



علوم کاربردی و محاسباتی در مکانیک

http://mechanic-ferdowsi.um.ac.ir



شبیه‌سازی عددی اثرات سرعت و هندسه ورودی بر هیدرودینامیک جریان آشفته گاز ـ جامد در یک رآکتور بستر سیالی*

مقاله پژوهشی

مرتضی رحمانپور [۱]　سینا شناور [۲]　امیر سرورالدین آبادی [۳]

10.22067/jacsm.2024.87722.1250

چکیده *در این مقاله جریان دوفازی آشفته جامد ـ گاز در یک بستر سیالی بررسی و حل عددی شده است. به منظور مطالعه اثر فوق یک رآکتور با شکل و هندسه‌های مختلف در نظر گرفته شده و اثر پارامترهای شکل رآکتور بر میزان انبساط حجمی بستر جامد بررسی شده است. رآکتور بستر سیال یکی از انواع رآکتور است که می‌تواند برای انجام واکنش‌های شیمیایی چند فازی همچنین در زمینه تولید بنزین و دیگر سوخت‌ها، بسیاری از پلیمرها مانند لاستیک، کلرید وینیل، پلی‌اتیلن و استایرن، واحدهای انرژی هسته‌ای، سوزاندن زغال سنگ، واحد تصفیه آب، فرایند کراکینگ کاتالیستی و همچنین به عنوان خشک‌کن به کار رود. در بستر سیال شیب‌دار، سرعت سیال افزایش می‌یابد که باعث افزایش بازیابی محصول و حذف محصول خشک شده از بستر می‌شود. سرعت فازها و ذرات درون بستر نیز افزایش می‌یابد و تغییرات در پروفیل سرعت جامد را نشان می‌دهد. افزایش قطر ستون، سرعت جامد محوری را کاهش می‌دهد و اندازه ذرات کوچک‌تر دارای تخلیه بیشتری است. افزایش ارتفاع بستر، فشار استاتیک را کاهش و فشار اصطکاکی را افزایش می‌دهد. برای این منظور دینامیک سیالات محاسباتی به عنوان ابزاری مفید و محتمل‌ترین روش برای پیش‌بینی صحیح و بهینه‌سازی قرار می‌گیرد. در تحقیق حاضر نیز به دلیل هزینه‌بر بودن روش تجربی و کمبود تجهیزات به حل عددی اکتفا شده است.*

واژه‌های کلیدی جریان‌های چند فازی، گاز ـ جامد، رآکتور بستر سیالی، جریان آشفته، خشک‌کن‌های گازی.

مقدمه

رآکتورهای بستر سیال شده با گاز ـ جامد به دلیل مزیت‌های آن‌ها در تماس مطلوب گاز جامد، ضریب انتقال حرارت بالا و مشخصات دمای یکنواخت، به طور گسترده‌ای در فرایندهای تبدیل حرارتی شیمیایی زیست توده مانند تجزیه در اثر حرارت، گازدهی، احتراق و مایع‌سازی مستقیم استفاده شده است [1,2]. به طور کلی، یک محیط بی‌اثر یا کاتالیزور به عنوان روان‌کننده برای تسهیل سیال شدن ذرات زیست توده و تشدید انتقال فرایند معرفی می‌شود [3,4]. با این حال، زمانی که محیط بی‌اثر یا کاتالیزور اضافه می‌شود، پدیده اختلاط/ جداسازی مخلوط باینری منجر به پویایی مایع پیچیده در بستر سیال می‌شود. در نیم قرن گذشته، اختلاط و تفکیک به عنوان دو مکانیزم رقیب برای دست‌کاری توزیع ذرات و الگوی جریان در نظر گرفته شده است [5]. رآکتورهای بستر سیال در گردش به طور گسترده برای چانه‌زنی با پاسخ‌های گاز ـ جامد در صنعت انرژی مورد استفاده قرار می‌گیرند. آن‌ها را می‌توان به دو دسته با توجه به ترکیبی از تجویزهای سیال‌سازی طبقه‌بندی کرد. بستر سیال در گردش معمولی جایی برای بستر متراکم رقیق دارد. دو چگالی نشان می‌دهد که ذرات به طور ضخیم در بستر بالارونده (رایزر) و در حالت سیال شدن ضخیم یا بستر متحرک در بستر لغزش (پایین) سیال می‌شوند. با این حال، سرعت گاز در بستر صعود قابل توجه‌تر از سرعت گاز در بستر افت است. در مقایسه با بستر رقیق ـ چگال، بستر سیال گردشی گاز ـ جامد با دو چگالی ساختار بسیار فشرده‌تر و توسعه کمتری دارد. در هر صورت،

* تاریخ دریافت مقاله ۱۴۰۳/۲/۲ و تاریخ پذیرش آن ۱۴۰۳/۴/۱۸می‌باشد.

(۱) نویسنده مسئول: استادیار، دانشکده مکانیک، دانشگاه شهید مدنی آذربایجان، تبریز.
(۲) دانشجوی کارشناسی ارشد، دانشکده مکانیک، دانشگاه شهید مدنی آذربایجان، تبریز.
(۳) استادیار، دانشکده مکانیک، دانشگاه شهید مدنی آذربایجان، تبریز.

Email: ac.rahmanpour@azaruniv.ac.ir

مفهوم سیال شدن دو چگالی گاز ـ جامد در گردش به خوبی توسط محققان این روزها درک نشده است، که به شدت از کاربرد تجاری آن جلوگیری می‌کند. برای تعمیق/ گسترش درک مردم، یک بررسی نقطه به نقطه در چارچوب سیال شدن دوگانه گاز ـ جامد در گردش انجام شد [6]. اختلاط مواد جامد به شدت به حرکت حباب در بسترهای سیال بستگی دارد [7]. حباب‌هایی که در بالای توزیع‌کننده شکل گرفته‌اند، ذرات را به بالای تخت حمل می‌کنند. با رسیدن به سطح، حباب فوران می‌کند و ذرات را توزیع می‌کند. از نظر تعادل جرم، ذرات مناطق دیگر بستر به سمت پایین حرکت می‌کنند تا جریان ذرات به سمت بالا و رانش حباب‌های در حال افزایش را جبران کنند. مکانیسم حمل و نقل ذرات و حباب و مکانیسم انتشار ذرات دو نوع اصلی از مدل‌ها برای تعیین کمی مخلوط مواد جامد در بستر سیال هستند [8].

مستوفی و چایوکی الگوهای کلی و محلی را برای توصیف مواد جامد مخلوط در سیال پیشنهاد داده‌اند [9]، با این حال، کار محدودی بر تأثیر حرکت حباب در اختلاط مواد جامد در سیستم ذرات باینری متمرکز شده است. بسته به نوع رآکتور سیال و نیز خواص سیالات، می‌توان انواع مختلفی را تحت اثر شرایط مختلف داشت. تعداد زیادی از جریان‌های فرایندی، مخلوطی از فازها هستند. فازهای فیزیکی مواد شامل گاز، مایع و جامد است. اما مفهوم فاز در سیستم جریان چند فازی به معنی گسترده‌تری به کار برده می‌شود. در جریان چندفازی، یک فاز، قسمتی از جریان است که قابلیت تفکیک آن وجود دارد و نسبت به میدان پتانسیلی که در آن قرار می‌گیرد پاسخ می‌دهد و با سایر فازها برهمکنش دارد؛ مثلا ذرات جامد با اندازه‌های مختلف از همان ماده را می‌توان به‌عنوان فازهای متفاوت در نظر گرفت چون هر مجموعه ذرات با اندازه یکسان دارای عکس‌العمل دینامیکی مشابه به میدان جریان خواهند بود [7].

مبانی و روش‌ها

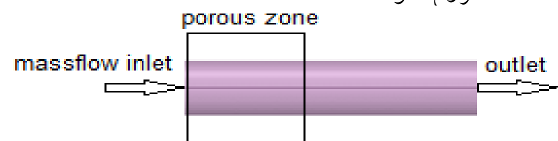
دینامیک سیالات محاسباتی (CFD)

دینامیک سیالاتی محاسباتی دانش پیش‌بینی جریان سیال، انتقال گرما، انتقال جرم، واکنش‌های شیمیایی و پدیده‌های مربوطه با حل معادلات ریاضی حاکم بر این فرایندها با استفاده از یک فرایند عددی است. یکی از شاخه‌های مکانیک سیالات است که از روش‌های عددی و الگوریتم‌ها برای حل و تجزیه و تحلیل مسائل مربوط به جریان سیال استفاده می‌کند [10]. دینامیک سیالات محاسباتی از روش‌های عددی برای حل این معادلات دیفرانسیل غیرخطی برای هندسه‌ها و شرایط مرزی از پیش تعریف شده به شکل خطی استفاده می‌کند. نتیجه برای هر منطقه‌ای است که جریان رخ می‌دهد و انبوهی از پیش‌بینی‌ها برای سرعت جریان، دما و نگه داشتن فاز، فشار و غیره است. نتیجه تجزیه و تحلیل دینامیک سیالات محاسباتی داده‌های مهندسی مرتبط است که در مطالعات مفهومی طرح‌های جدید، توسعه دقیق محصول، عیب‌یابی و طراحی استفاده می‌شود [11]. مدل اولری پیچیده‌ترین مدل چندفازی در فلوئنت است. مجموعه‌ای از معادلات مومنتوم و پیوستگی را برای هر فاز حل می‌کند. جفت شدن از طریق ضرایب فشار و تبادل بین فاز حاصل می‌شود. نحوه کار با این مدل به نوع فازهای مربوط بستگی دارد. جریان‌های دانه‌ای (سیال ـ جامد) متفاوت از جریان‌های غیر دانه‌ای (سیال ـ سیال) اداره می‌شوند. برای جریان‌های دانه‌ای، مشخصات از تئوری جنبشی به دست می‌آیند. تبادل مومنتوم بین فازها نیز به نوع مخلوط مدل شده بستگی دارد. توابع تعریف شده توسط فلوئنت امکان شخصی‌سازی محاسبه تبادل مومنتوم را فراهم می‌کند. در کار حاضر از مدل اولری جریان دانه‌ای برای مدل‌سازی رآکتور بستر سیال استفاده شده است. این مدل پدیده‌های سیال‌سازی در بستر سیال را بهتر از سایر مدل‌های موجود توصیف می‌کند. رآکتورهای بستر سیال در گردش به طور گسترده برای چانه‌زنی با پاسخ‌های گاز ـ جامد در صنعت انرژی مورد استفاده قرار می‌گیرند. آنها را می‌توان با توجه به ترکیبی از تجویزهای سیال‌سازی، به دو دسته طبقه‌بندی کرد. بستر سیال در گردش معمولی جایی برای بستر متراکم رقیق دارد. دو چگالی نشان می‌دهد که ذرات به طور ضخیم در بستر بالارونده (رایزر) و در حالت سیال شدن ضخیم یا بستر متحرک در بستر لغزش (پایین) سیال می‌شوند. با این حال، سرعت گاز در بستر صعود قابل توجه‌تر از سرعت گاز در بستر افت است. در مقایسه با بستر رقیق ـ چگال، بستر سیال گردشی گاز ـ جامد با دو چگالی ساختار بسیار فشرده‌تر و توسعه کمتری دارد. در هر صورت،
مفهوم سیال شدن دو چگالی گاز ـ جامد در گردش به خوبی توسط محققان این روزها درک نشده است، که به شدت از کاربرد تجاری آن جلوگیری می‌کند. برای تعمیق/ گسترش درک مردم، یک بررسی نقطه به نقطه در چارچوب سیال شدن دوگانه گاز ـ

جامد در گردش انجام شد.

تعریف مسئله، شرایط و روش‌های حل

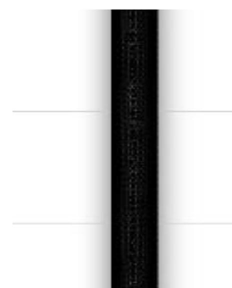
هدف از مطالعه حاضر بررسی و حل عددی جریان دو فاز آشفته جامد ـ گاز در یک بستر سیالی می‌باشد. برای این منظور یک رآکتور با شکل‌های متفاوت مدل خواهند شد و اثر پارامترهای مختلف از جمله اندازه ذرات، شکل رآکتور، سرعت ورودی و تخلخل اولیه بر میزان انبساط حجمی بستر جامد بررسی خواهد گردید. در انجام ایـن مدل‌سازی هـر دو سیال جامد و هوا تراکم‌ناپذیر فرض شده‌اند. شکل اولیه ذرات کـروی و یکنواخت و در لحظه اول در حالت سکون قرار دارد و یک ارتفاع مطلوب را در بستر تشکیل می‌دهد. کانال عمودی و استوانه‌ای شکل در نظر گرفتـه شـده اسـت. فاز هوا از پایین ستون وارد می‌شود تا سیال شدن شروع شود.



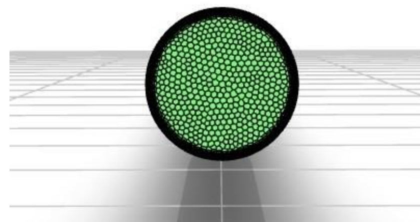
شکل ۱ هندسه شماتیک مسئله

هندسه سه‌بعدی ایجاد شده و به منظور ایجاد شبکه محاسباتی، سلول‌بندی شده است. در هندسه سه‌بعدی از شبکه‌بندی شش ضلعی با نوع عنصر hex / wedge استفاده و تعداد ۸۸۰ هزار سلول محاسباتی تولید شده است. البته لازم به ذکر است که استقلال حل عددی از تعداد و ابعاد سلول‌ها در پژوهش انجام شده و این شبکه‌بندی کفایت مطلوب را دارا بوده است.

به منظور دستیابی به یک سیستم معادلات مناسب، شرایط مرزی منطقی برای دامنه محاسباتی باید اجرا شود. شرایط مرز ورودی سرعت یکنواخت گاز در شرایط مرز ورودی و خروجی شرایط مرزی فشار است که به صورت $۱/۰۱۳×۱۰^{۵}$ پاسکال تنظیم شده است. شرایط مرز دیواری، شرایط مرزی بدون لغزش برای فاز جامد و لغزش آزاد برای جامد است. ضریب جریان جامد ـ جامد مقدار پیش‌فرض ۰/۹ گرفته شده است. برای داشتن حجمی از حجم جامد، از ماده جامد موجود در بخشی از ستون که در ابتدا دانه‌های شیشه به آن تغذیه می‌شود استفاده شده است. در شرایط اولیه از کسر حجم جامد ۰/۵۹ از ارتفاع بستر ساکن ستون استفاده شده است و کسر حجمی گاز در ورودی بر اساس موجودی موجود است. تجزیه و تحلیل تمرکز اصلی بر اساس ستون استوانه‌ای به ارتفاع ۱/۸۸ متر است و پارامترهایی که در بستر سیال برای شبیه‌سازی و مطالعه هیدرودینامیکی موجود هستند در جدول (۱) ارائه شده است. معادلات دیفرانسیلی انتقالی حاکم قبل از اینکه حل شوند به معادلات جبری تبدیل می‌شوند. روش حجم محدود که شامل انتگرال‌گیری معادلات حاکم در مورد هر حجم کنترل است، بر معادلات گسسته شده (که بقای هر کمیت در حجم کنترل را تضمین می‌کنند) اعمال می‌شوند. معادلات حاکم توسط روش upwind گسسته می‌شوند. برای معادلات مومنتوم و از دقت مرتبه دوم و برای معادله کسر حجمی از دقت مرتبه اول استفاده شده است. محاسبات مربوط به مدل اولرین چندفازی توسط روش Phase Coupled SIMPLE انجام شده است. این روش همان الگوریتم SIMPLE است که برای جریان‌های چندفازی توسعه داده شده است. حل معادلات با استفاده از حل‌کننده Pressure Based و به صورت گذرا با گام زمانی ۰/۰۰۱ ثانیه انجام شده است.



(الف)



(ب)

شکل ۲ (الف) مش ستون استوانه‌ای نمای جانبی، (ب) بزرگ‌نمایی نمای مشبک مقطع

جدول ۱ پارامترهای فیزیکی و فرایند در ستون برای شبیه‌سازی

ارتفاع (m)	قطر (m)	چگالی جامد (kg/m3)	میانگین اندازه ذرات (mm)	ارتفاع اولیه بستر (m)	سرعت هوای ورودی (m/s)
۱/۸۸	۰/۱	۲۴۷۰	۲/۱۸	۰/۲۱۳	۰/۲۵۴۸

معادلات حاکم

معادله پیوستگی:

$$\frac{\partial(\varepsilon_k\rho_k)}{\partial t}+\nabla(\rho_k\varepsilon_k\vec{u}_k)=0 \qquad (۱)$$

که ρ_k چگالی، ε_k کسر حجمی فاز و k نمایانگر نوع فاز است.

کسر حجمی از دو فاز بایستی شرایط روبه‌رو را برآورده کند:

$$\varepsilon_g+\varepsilon_s=1 \qquad (۲)$$

معادله مومنتوم برای هرفاز:

$$\frac{\partial(\varepsilon_k\rho_k u_k)}{dt}+\nabla\cdot(\varepsilon_k\rho_k u_k u_k)=$$
$$-\varepsilon_k\nabla P+\nabla.\left(\varepsilon_k\mu_{eff,k}(\nabla\vec{u}_k+(\nabla\vec{u}_k)^T)\right)+\rho_k\varepsilon_k g+M_{i,k} \qquad (۳)$$

P فشار و $\mu_{eff,k}$ ویسکوزیته مؤثر و عبارت $M_{i,k}$ درمعادله فوق، نشان دهنده نیروی بین فاز برای هر فاز است.

نیروی کشش بین فاز

ضریب تبادل بین فازی بین فازهای سیال و جامد با استفاده از مدل درگ گیداسپو به دست می‌آید. این ترکیبی از مدل Wen و Yu و معادله Ergun است. مدل درگ بین فاز جامد - گاز با استفاده از مدل گیداسپو انجام شده است که به شکل زیر بیان شده است:

$$k_{sl}=150\frac{\alpha_s(1-\alpha_l)\mu_l}{\alpha_l d_s^2}+1.75\frac{\rho_l\alpha_s|\vec{v}_s-\vec{v}_l|}{d_s^2}$$

$$\alpha_l\leq 0.8 \qquad (۴)$$

مدل‌سازی آشفتگی

انتخاب مدل آشفتگی به ملاحظات فیزیکی شامل جریان، عمل ایجاد شده برای مسئله، سطح دقت مورد نیاز، منابع محاسباتی موجود و مدت زمان موجود برای شبیه‌سازی بستگی دارد. در شبیه‌سازی حاضر مدل استاندارد κ-ε برای مدل‌سازی آشفتگی استفاده شده است. مدل استاندارد κ-ε یک مدل نیمه‌تجربی است که بر اساس مدل معادلات انتقال برای انرژی جنبشی تلاطم (κ) و میزان اتلاف آن (ε) ساخته شده است.

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho k)+\frac{\partial}{\partial x_i}(\rho k v_i)=\frac{\partial}{\partial x_j}\left[\left(\mu+\frac{\mu}{\sigma_k}\right)\frac{\partial k}{\partial x_i}\right]$$
$$+G_k+G_b-\rho\varepsilon-Y_M+S_k \qquad (۵)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho\varepsilon)+\frac{\partial}{\partial x_i}(\rho\varepsilon v_i)=\frac{\partial}{\partial x_j}\left[\left(u+\frac{u_t}{\sigma_\varepsilon}\right)\frac{\partial\varepsilon}{\partial xj}\right]$$
$$+C_{1\varepsilon}\frac{\varepsilon}{k}\left(G_k+C_{3_\varepsilon}G_b\right)-C_{2\varepsilon}\rho\frac{\varepsilon^2}{k}+S_\varepsilon \qquad (۶)$$

در این معادلات، G_K تولید انرژی جنبشی تلاطم را به دلیل اختلاف‌های میانگین سرعت نشان می‌دهد، G_b تولید انرژی جنبشی تلاطم به دلیل نیروی شناوری است، Y_M نشان دهنده میزان انبساط نوسان در تلاطم قابل تراکم نسبت به نرخ اتلاف کلی است، $C_{1\varepsilon}$، $C_{2\varepsilon}$ و $C_{3\varepsilon}$ ثابت هستند. σ_κ و σ_ε به ترتیب اعداد آشفته پرانتل برای انرژی جنبشی تلاطم و نرخ اتلاف هستند. S_κ و S_ε اصطلاحات منبع تعریف شده توسط کاربر هستند.

همچنین گرانروی آشفته، μt با ترکیب κ و ε به شرح زیر محاسبه می‌شود:

$$\mu_{t=}\rho C_\mu\frac{k^2}{\varepsilon} \qquad (۷)$$

که C_μ یک ضریب ثابت است.

روش عددی و تنظیم پارامترهای محاسباتی

معادلات دیفرانسیلی انتقالی حاکم قبل از اینکه حل شوند به معادلات جبری تبدیل می‌شوند. روش حجم محدود که شامل انتگرال‌گیری معادلات حاکم در مورد هر حجم کنترل است، بر معادلات گسسته شده (که بقای هر کمیت در حجم کنترل را تضمین می‌کنند) اعمال می‌شوند. معادلات حاکم توسط روش

upwind گسسته می‌شوند. برای معادلات مومنتوم و $k-\varepsilon$ از دقت مرتبه دوم و برای معادله کسر حجمی از دقت مرتبه اول استفاده شده است [1]. محاسبات مربوط به مدل اولرین چندفازی توسط روش Phase Coupled SIMPLE انجام شده است. این روش همان الگوریتم SIMPLE است که برای جریان‌های چندفازی توسعه داده شده است. حل معادلات با استفاده از حل‌کننده Pressure Based و به صورت گذرا با گام زمانی ۰/۰۰۱ ثانیه انجام شده است.

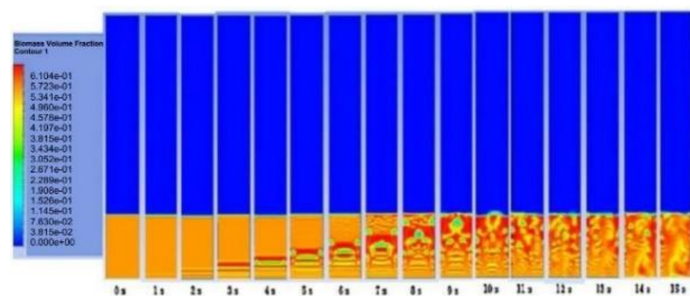
نتایج

بررسی اثرات سرعت ورودی مختلف

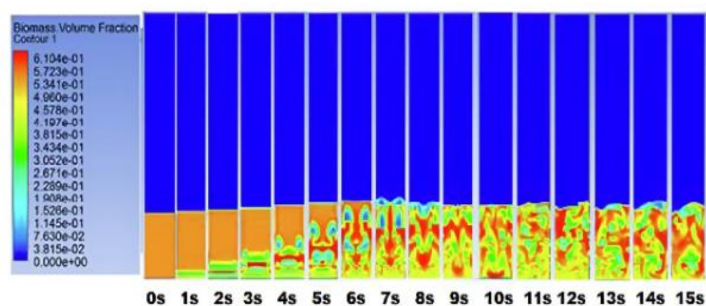
ابتدا برای اعتبارسنجی نتایج و همچنین استقلال حل مسئله از تعداد شبکه و مقدار گـام زمـانی، موردی را که مرجع [12] بررسی و نتایج خود را برای آن حالت به دست آورده است، در مطالعه حاضر نیز حل می‌شود. لازم به ذکر است که در مرجع [1,12] از هندسه دوبعدی استفاده شده است، در حالی که کار حاضر از هندسه سه‌بعدی در شرایط مختلف ورودی و خروجی بررسی شده است. شبیه‌سازی هیدرودینامیکی بستر سیال گاز جامد در دامنه سرعت مختلف گاز ورودی ۰/۵۵ -۰/۰۵ متر بر ثانیه برای درک حالت شبه پایدار در مرجع [1,12] انجام شده است. مدل چندفازی اولری برای مدل‌سازی بستر سیال مشخص انتخاب شد، موفقیت رویکرد اویلری ـ اولری به توصیف مناسب مانند تعامل بین فاز گاز ـ جامد ، برخورد و تعامل اصطکاکی بین ذرات و ذرات و دیواره بستگی دارد. در حوزه محاسبات، گاز به عنوان یک فاز پیوسته و جامد به عنوان یک فاز پراکنده در داخل ستون برای نفوذ و تعامل با یکدیگر در نظر گرفته شده‌اند. ابتدا هیچ جریانی در بستر مشاهده نمی‌شود، در حالی که بستر سیال شده شبیه‌سازی می‌شود، مشخصات بستر با گذشت زمان تغییر می‌کند. اما بعد از مدتی تغییر قابل توجهی در مشخصات مشاهده نمی‌شود و این نشان می‌دهد که بستر سیال شده به حالت نیمه پایدار رسیده است و تمام اطلاعات را برای نتیجه‌گیری از این امر به ارمغان می‌آورد. شبیه‌سازی‌ها تا زمانی که سیستم به حالت شبه ثابت برسد انجام شده است، یعنی متغیرهای جریان متوسط از نظر زمانی مستقل هستند. شبیه‌سازی بستر سیال شده با گاز جامد غیر واکنشی، حالت ناپایدار، بدون نیروی بالا برنده و بدون انتقال جرم بین فازها است و همچنین فشار و چگالی هر یک از فازها ثابت در نظر گرفته شده است. سرعت گاز ورودی یکنواخت با جهت محوری در پایین بستر سیال در نظر گرفته شده است. فشار در نظر گرفته شده برای ورودی گاز تراکم‌ناپذیر ناچیز است، یعنی افت فشار نسبتا کم و در خروجی فقط افت فشار بدون لغزش مشخص شده است. مدل نیروی درگ سیاملال و اوبرین برای به دست آوردن کانتور کسر حجمی در سرعت‌های مختلف استفاده شده است. تغییر سرعت ورودی گاز در دامنه‌های مختلف در شبیه‌سازی برای درک پدیده‌های سیال شدن و حداقل سرعت سیال‌سازی برای داده‌های آزمایشگاهی استفاده می‌شود. شکل (۳) تا (۵) مطالعه شبیه‌سازی در سرعت‌های مختلف ورودی نشان داده شده است، با توجه به شکل‌ها مشاهده می‌شود که از تطابق خوبی برخوردار هستند. مطالعات شبیه‌سازی کانتور کسر حجمی زیست توده در ۰/۰۵ متر بر ثانیه برای بستر سیال در زمان‌های مختلف نشان داد که انبساط ارتفاع بستر با گذشت زمان تقریبا ثابت است و حباب‌های کوچکی تشکیل می‌شوند. همچنین مشاهده شده است که سطح در حال نوسان است و این پدیده به دلیل سرعت ورودی کم در بستر رخ می‌دهد. در تمامی موارد تغییرات سرعت تخلخل ثابت و برابر ۰/۵۹ به صورت Packed Bed لحاظ شده است همچنین اندازه ذرات ثابت و برابر ۲۱۸۰ میکرومتر می‌باشد. عدد رینولدز جریان ورودی برای سرعت‌های مختلف گاز طبق رابطه (۸) بین ۳۷۲۰-۳۳۸ می‌باشد:

$$\mathrm{Re} = \frac{\rho V D}{\mu} \qquad (۸)$$

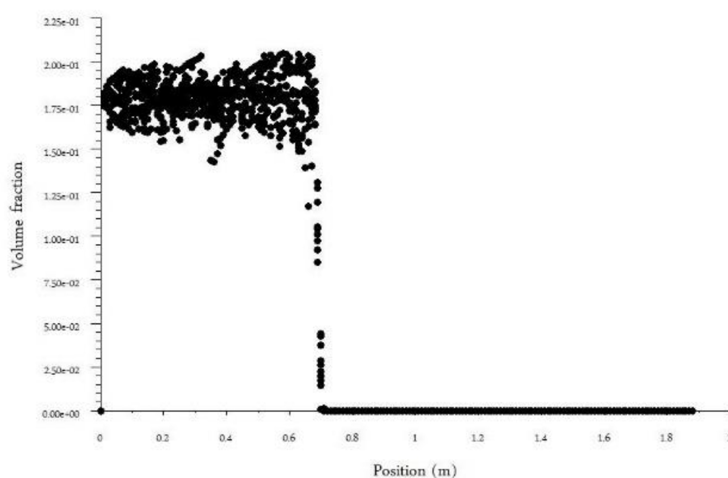
شکل (۴) نشان داد که کانتور کسر حجمی توده بستر سیال شبیه‌سازی شده با سرعت ورودی ۰/۱۰ متر بر ثانیه که در آن ذرات زیست توده در حال نوسان هستند و به سمت بالای بستر حرکت می‌کنند، در ابتدا همراه با سرعت افزایش می‌یابد، پس از افزایش در ارتفاع بستر، سقوط می‌کند و ساکن می‌شود. افت فشار و انبساط بستر از نمودارهای کانتور و جریان سریع حبابی سیال شدن که در این سرعت رخ داد، قابل درک بود و همچنین مشاهده شد که بخش‌های زیادی از زیست توده در نزدیکی منطقه دیواره با سرعت ۰/۱۰ متر بر ثانیه حلقه حلزون هستند. سرعت ورودی پایین، یک رفتار آرام زیست توده را پیش‌بینی می‌کند.



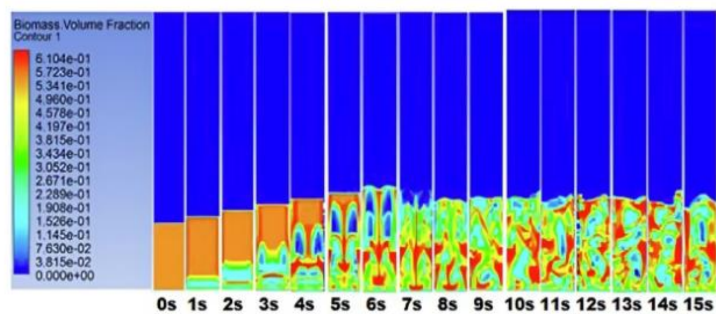
شکل ۳ کسر حجمی زیست توده سرعت ۰/۰۵ متر بر ثانیه تا ۱۵ ثانیه



شکل ۴ کسر حجمی زیست توده سرعت ۰/۱ متر بر ثانیه ۱۵ ثانیه



شکل ۵ توزیع کسر حجمی ذرات جامد در طول ستون بستر سیالی



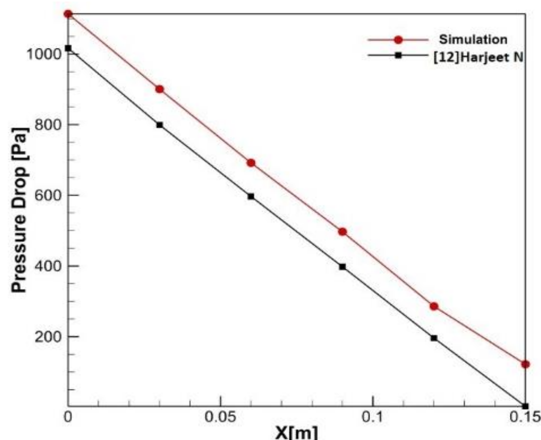
شکل ۶ کسر حجمی زیست توده سرعت ۰/۲ متر بر ثانیه برای ۰ ثانیه تا ۱۵ ثانیه

ارتفاع نهایی بستر توده ذرات جامد را می‌توان با استفاده از ابزار XY Plot تعیین کرد. برای این منظور نمودار تغییرات کسر حجمی ذرات جامد در طول ستون بستر سیالی (محور Y) در شکل (۵) رسم شده است. با توجه به شکل می‌توان مشاهده کرد که در ارتفاع حدودا ۰/۷ متری یک کاهش بسیار شدید در مقدار کسر حجمی رخ می‌دهد. مکان وقوع این پرش بیانگر ارتفاع انبساط یافته نهایی بستر دانه‌های شیشه است. با استفاده از این نمودار می‌توان حداکثر ارتفاع پخش‌شدگی فاز جامد را تعیین کرد و در ارتفاع کلی ستون را در طراحی رآکتور لحاظ نمود.

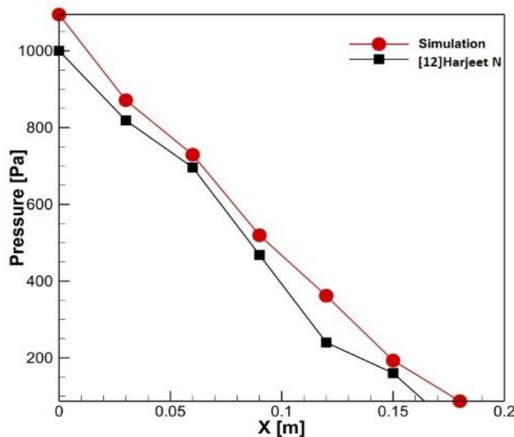
شکل (۶) مطالعه شبیه‌سازی مدل دو فازی بستر جامد ـ گاز در سرعت گاز ورودی ۰/۲ متر بر ثانیه ۰/۵۵ متر بر ثانیه را نشان می‌دهد، می‌توان مشاهده کرد که سرعت گاز ورودی تأثیر بسیار زیادی در پدیده‌های سیال‌سازی دارد افت فشار، نسبت انبساط بستر و تشکیل حباب‌ها ارتباط مستقیمی با سرعت ورودی دارند. تمام مطالعات موردی نشان داد ارتفاع بستر با افزایش سرعت افزایش و با کاهش سرعت ارتفاع بستر کاهش می‌یابد. در سرعت بالاتر زیست توده داخل بستر به سمت بالای بستر حرکت می‌کند و سیال شدن آشفته رخ می‌دهد.

سرعت بالای ۰/۵۵ متر بر ثانیه ممکن است منجر به فرسایش بستر شود. افت فشار در پایین بستر بیشتر است در ارتفاع ستون هم‌زمان با کاهش چگالی بستر در طول ستون کاهش می‌یابد. سرعت ۰/۱۹ ـ ۰/۱۵ متر بر ثانیه می‌تواند به عنوان حداقل شرایط سیال‌سازی پیش‌بینی شود در حالی که انبساط بستر بسیار کمتر است و وزن ظاهری ذرات توسط نیروی کششی که توسط هوای ورودی بر روی آن‌ها وارد می‌شود متعادل می‌شوند. تشکیل حباب‌های کوچک نیز مشاهده می‌شود. بنابراین شرایط ایدئال برای عملکرد بستر سیال بین ۰/۱۹ تا ۰/۵۵ متر بر ثانیه است. نتایج محاسباتی با نتایج تجربی و شبیه‌سازی شده در نمودارهای (۷) تا (۱۰) نشان داده شده است که مطابق داده‌های محاسباتی رفتار می‌کند.

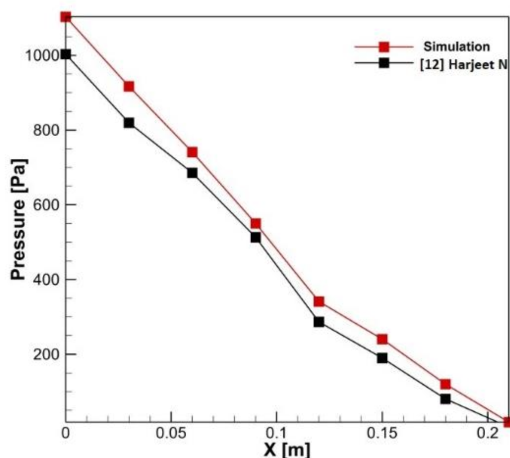
همان طور که در شکل‌های (۷) تا (۱۰) نیز مشخص است افزایش سرعت ورود سیال به سبب پراکندگی بیشتر بستر سیالی و به تبع آن افزایش میزان تخلخل موجب کاهش فشار خواهد شد. همچنین با افزایش سرعت ورودی شیب افت فشار افزایشی یافته است که البته به این شیب نوبه خود در بستر دوفازی که حضور ذرات جامد بیشتر است محسوس‌تر به چشم می‌خورد. لذا در طراحی چنین رآکتورهایی، یکی از عواملی که بایستی در نظر گرفته شود بررسی اثرات سرعت ورودی و پخش یکنواخت آن در پایین بستر است.



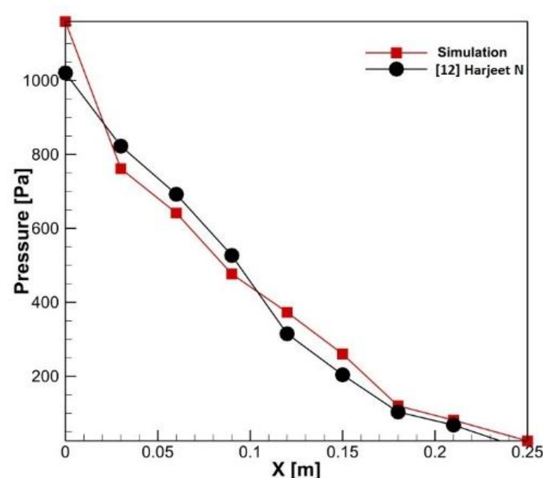
شکل ۷ مقایسه افت فشار بستر با ارتفاع ستون بستر سیال برای سرعت هوای ورودی ۰/۰۵ متر بر ثانیه [12]



شکل ۸ مقایسه افت فشار بستر با ارتفاع ستون بستر سیال برای سرعت هوای ورودی ۰/۱ متر بر ثانیه [12]



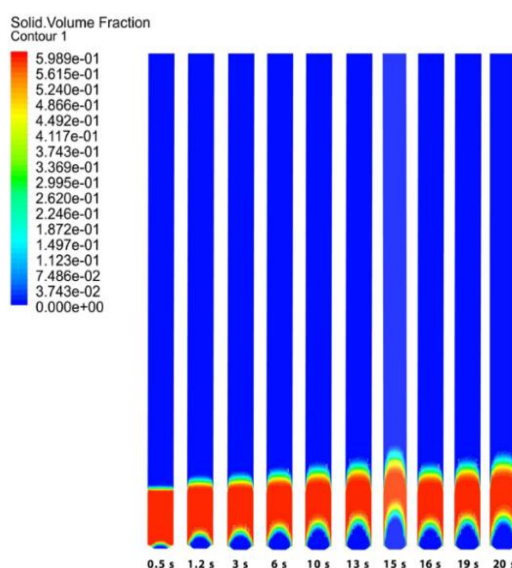
شکل ۹ مقایسه افت فشار بستر با ارتفاع ستون بستر سیال برای سرعت هوای ورودی ۰/۱۵ متر بر ثانیه [12]



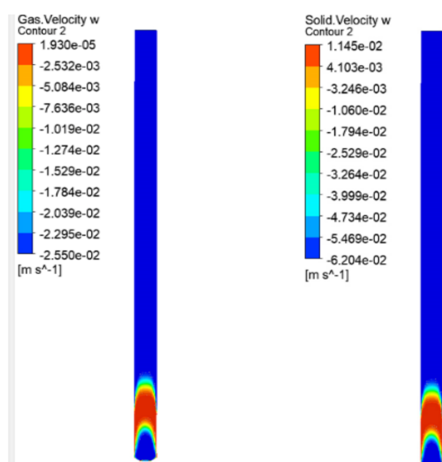
شکل ۱۰ مقایسه افت فشار بستر با ارتفاع ستون بستر سیال برای سرعت هوای ورودی ۰/۲ متر بر ثانیه [12]

بررسی اثرات هندسه رآکتور

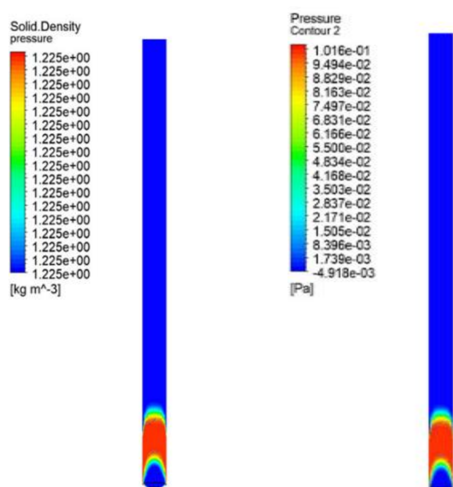
حال مسئله از جنبه هندسی مورد بررسی قرار خواهد گرفت. در طراحی رآکتور سیال‌سازی باید متغیرهایی مثل هندسه رآکتور و سرعت جریان گاز در نظر گرفته شود. هندسه رآکتور برای حفظ سرعت تماس ذرات و گازها در هنگام سیال‌سازی مهم است. به همین ترتیب، نرخ جریان گاز سیال‌سازی الگوی سیالاتی را که تشکیل می‌شود تعیین می‌کند. به این منظور در مطالعه حاضر، هندسه رآکتور به صورت استوانه سه‌بعدی است. در شکل‌های (۱۰) تا (۱۸) مطالعه شبیه‌سازی در هندسه‌های مختلف ورودی و خروجی نشان داده شده است.



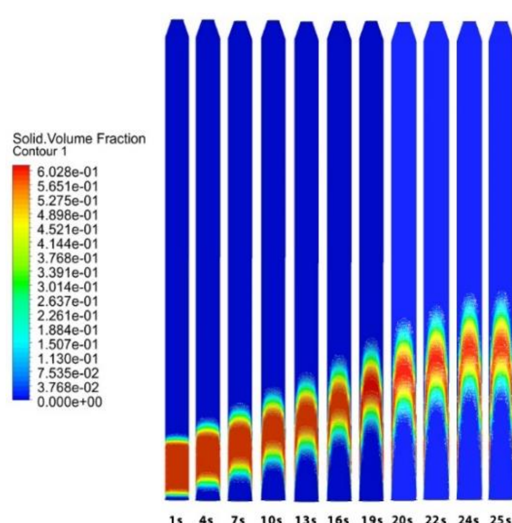
شکل ۱۱ توزیع کسر حجمی در ورودی مخروطی



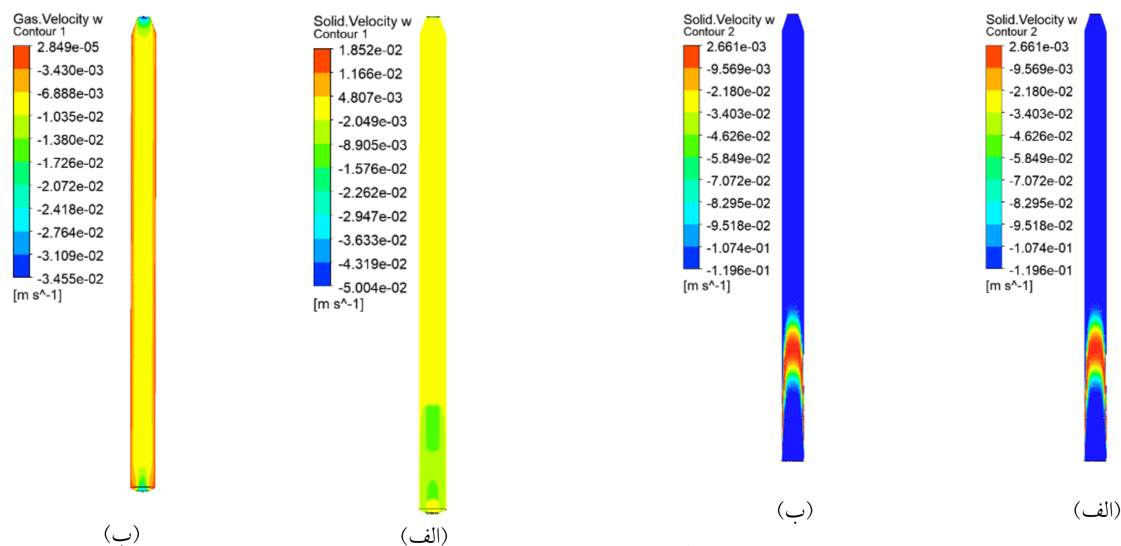
شکل ۱۲ توزیع سرعت برای هر کدام از فازها در ورودی مخروطی (الف) جامد، (ب) گاز



شکل ۱۳ توزیع (الف) فشار، (ب) چگالی در ورودی مخروطی

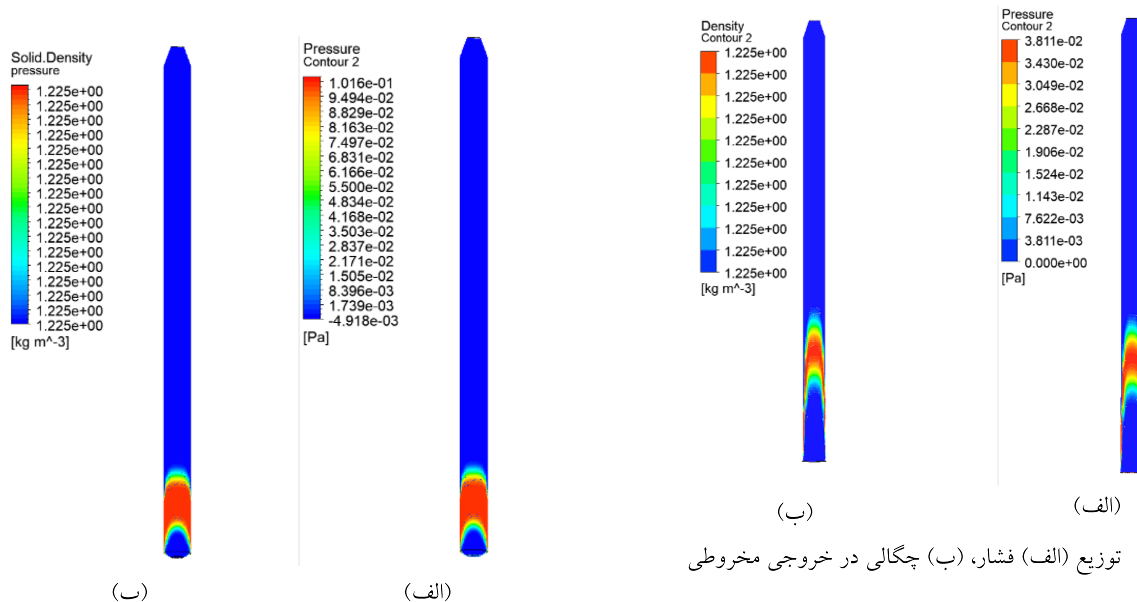


شکل ۱۴ توزیع کسر حجمی در خروجی مخروطی



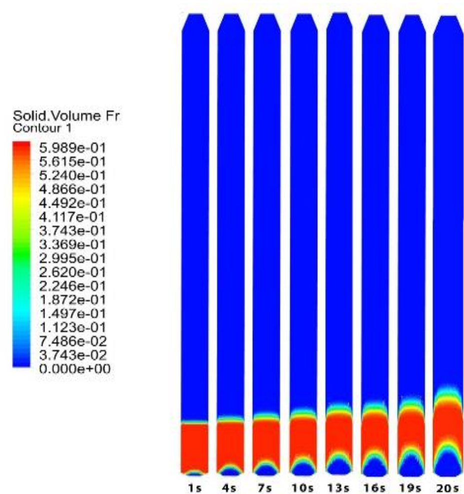
شکل ۱۵ توزیع سرعت برای هر کدام از فازها در خروجی مخروطی (الف) جامد، (ب) گاز

شکل ۱۸ توزیع سرعت برای هر کدام از فازها با ورودی و خروجی مخروطی (الف) جامد، (ب) گاز



شکل ۱۶ توزیع (الف) فشار، (ب) چگالی در خروجی مخروطی

شکل ۱۹ توزیع (الف) فشار، (ب) چگالی با ورودی و خروجی مخروطی



شکل ۱۷ توزیع کسر حجمی با ورودی و خروجی مخروطی

نتیجه گیری

بدیهی است که در شرایط ورودی شیب‌دار حداقل سرعت سیال‌سازی افزایش یافته است. در رابطه با تأثیر هندسه، این نوع بستر سیال منجر به مقادیر بالاتر بازیابی محصول و مقادیر پایین‌تر جرم انباشته می‌شود زیرا سرعت خشک شدن بیشتر هوا باعث افزایش حرکت ذرات در داخل بستر می‌شود. افزایش اثر فرسایش منجر به حذف محصول خشک شده از بستر می‌شود. اندازه سرعت فازها در ناحیه مرکز نسبت به نزدیک دیوار بیشتر است.

پروفیل سرعت جامد در بستر سیال با شروع به کار افزایش یافته و سپس با کاهش دامنه کاهش می‌یابد و رفتار نوسانی را نشان می‌دهد. این بدان معناست که برای یک حالت اولیه معین، سرعت فقط یک بار پس از شروع سیال شدن به حداکثر می‌رسد. در مقایسه با فازهای دیگر در ستون استوانه‌ای، سرعت فاز گاز حداکثر در ستون است. ذرات کوچک‌تر نسبت به ذرات بزرگ‌تر در شرایط یکسان در بستر سیال سرعت بیشتری می گیرند. سرعت جامد محوری در ستون با قطر کوچک بیشتر از ستون با قطر بزرگ است. اندازه ذرات کوچک نسبت به اندازه ذرات بزرگ‌تر دارای تخلیه بستر بیشتری است. فشار استاتیک با افزایش ارتفاع بستر کاهش می‌یابد. در افزایش ارتفاع بستر، افت فشار اصطکاکی در دیوار کاهش یافته است. افت فشار اصطکاکی، یک تابع قوی از سرعت مایع است، زیرا برای سرعت مایع زیاد، افت فشار بیشتر است. انرژی ورودی به سیستم با سرعت مایع بیشتر می‌شود و اختلاف انرژی خالص که باید انرژی اتلاف شده در سیستم را به همراه داشته باشد، هم با سرعت گاز و هم با سرعت مایع افزایش می‌یابد. سرعت محوری جامد در امتداد مختصات شعاعی برای ستون، با کار تجربی تأیید شده است. همچنین نسبت انبساط بستر و نگه‌داری مایع برای اندازه ذرات مختلف نیز با کارهای تجربی مطابقت دارد. با توجه به شکل‌های (۳) تا (۵) می‌توان نتیجه گرفت با افزایش سرعت ورودی، پخش ذرات نیز افزایش می‌یابد و این امر موجب کاهش میزان تخلخل در ارتفاع پایین و همچنین اختلاط جریان و آشفتگی در فاز جامد می‌شود که به عنوان مثال در کاربرد خشک‌کن‌ها می‌تواند منجر به افزایش ضریب انتقال حرارت و بهبود عملکرد خشک‌کن‌ها شود. با توجه به شکل‌های (۱۰) تا (۱۸) می‌توان نتیجه گرفت در صورتی که ناحیه ورودی بستر به صورت مخروطی باشد موجب گستردگی و توزیع یکنواخت سرعت و در نتیجه موجب اختلاط جامدات در ارتفاع کم می‌شود هر چند افزایش ارتفاع رآکتور یکی از راهکارهای افزایش اختلاط می‌باشد اما با افزایش ارتفاع رآکتور هزینه‌های ساخت سازه افزایش می‌یابد که این امر مطلوب نیست، در نتیجه هدف اختلاط بیشتر در ارتفاع کم می‌باشد و به همین منظور استفاده از نازل‌های مختلف اعم از پخشی و چرخشی توصیه می‌شود که موجب افزایش اختلاط می‌شوند.

واژه‌نامه

رآکتور	Reactor
فرایند کراکینگ کاتالیستی	Catalytic Cracking Process
چند فازی	Multiphase
کلرید وینیل	Vinyl Chloride
پلی‌اتیلن	Polyethylene
استایرن	Styrene
دینامیک سیالات محاسباتی	Dynamics (CFD) Computational Fluid
جریان آشفته	Turbulent Flow
خشک‌کن‌های گازی	Gas Dryers
کاتالیزور	Catalyst
بالارونده (رایزر)	Riser
مدل اولری	Eulerian Model
معادلات مومنتوم و پیوستگی	Momentum and Continuity Equations
تخلخل	Porosity
فلوئنت	Fluent
پاسکال	Pascal
نیروی شناوری	Buoyancy Force
پرانتل	Prandtl Number
کانتور	Contour

تقدیر و تشکر

مراجع

[1] H. Cui, J Grace, "Fluidization of biomass particles a review of experimental multiphase flow aspects", *Chemical Engineering Science*, Vol. 62, No. 1-2, Pp. 45-55, (2007). https://doi.org/10.1016/j.ces.2006.08.006.

[2] R.K. Mishra, K Mohanty, "Pyrolysis characteristics and kinetic parameters assessment of three waste biomass", *Renewable and Sustainable Energy*, Vol. 10, No. 1, P. 013102, (2018). https://doi.org/10.1063/1.5000879.

[3] T. Rao, J. Bheemarasetti, "Minimum fluidization velocities of mixtures of biomass and sands", *Energy*, Vol. 26, No. 6, Pp. 633-644, (2001). https://doi.org/10.1016/S0360-5442(01)00014-7.

[4] F.J Arias, "Film boiling in presence of a magnetic field in liquid metals within framework of Taylor–Helmholtz instabilities in application to fusion reactor project", *Fusion Energy*, Vol. 29, No. 2, Pp. 157-160, (2009). https://doi.org/10.1007/s10894-009-9249-3.

[5] F.J. Arias, "Heat and mass transfer in transitional boiling on liquid metal in presence of magnetic field", *Fusion Energy*, Vol. 29, No. 3, Pp. 244-250, (2010). https://doi.org/10.1007/s10894-009-9268-0.

[6] G. Hengjun, Y. Peiyi, "Dual-dense gas-solid circulating fluidized bed reactor", *Fuel*, Vol. 337, p. 126872, (2023). https://doi.org/10.1016/j.fuel.2022.126872.

[7] A. Fluent, "ANSYS FLUENT Theory Guide", V14.5, (Nov. 2012).

[8] D. Kunii, O. Levenspiel, Fluidization Engineering 2nd ed. Butterworth-Heinemann, (1991).

[9] N. Mostoufi, J. Chaouki, "Local solid mixing in gas-solid fluidized beds", *Powder Technol*, Vol. 114, No. 1-3, Pp. 23-31, (2001). https://doi.org/10.1016/S0032-5910(00)00258-8.

[10] A. Bakker, Fluent introductory notes. Fluent Inc, Lebanon, (2002).

[11] J.D Anderson, Computational fluid dynamics, McGraw Hill, (1995).

[12] D. Shubhankar, N. Harjeet, Ch. Vishal, "CFD modeling of a typical fluidized bed column", *Materials Today*, Vol. 46, No. 14, Pp. 6178-6184, (2021). https://doi.org/10.1016/j.matpr.2020.04.079.